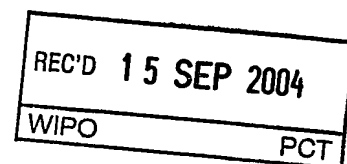


证 明

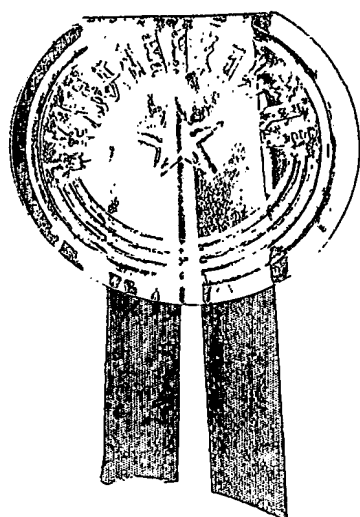
本证明之附件是向本局提交的下列专利申请副本

申 请 日： 2003.11.07
申 请 号： 2003101035404
申 请 类 别： 发明
发明创造名称： 一种催化烃重组处理方法



申 请 人： 丁冉峰

发明人或设计人： 丁冉峰



PRIORITY DOCUMENT
SUBMITTED OR TRANSMITTED IN
COMPLIANCE WITH
RULE 17.1(a) OR (b)

中华人民共和国
国家知识产权局局长

王 荣 川

2004 年 7 月 28 日

权利要求书

1、一种催化烃重组处理方法，将催化烃通过分馏塔（1）进行分馏，其中包括分馏汽油馏分和柴油馏分；将汽油馏分和柴油馏分进行重新组合，从所述汽油馏分
5 和柴油馏分之间抽出中间馏分；其特征在于：所述中间馏分与所述汽油馏分泵入溶剂萃取装置中进行萃取分离，分离出芳烃组分和非芳烃组分。

2、根据权利要求1所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：通过在所述分馏塔（1）中部增加一个或多个侧线采出口分馏出中间馏分；所述汽油分馏和柴油分馏及中间分馏在所述分馏塔（1）内完成；所述汽油馏分的馏程控制在35~150℃，
10 所述柴油馏分的馏程控制在170~395℃，所述中间馏分的馏程控制在70~250℃。

3、根据权利要求2所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述分馏塔（1）中部引出2个至4个侧线采出口，使中间馏分分为2至4个物流。

4、根据权利要求3所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述分馏塔（1）的塔顶温度为65~130℃，柴油出口温度为170~250℃，所述侧线采出口温度为
15 120~240℃，所述分馏塔（1）的塔底温度为330~385℃；所述分馏塔（1）的塔顶压力为0.15~0.28MPa，所述分馏塔（1）的塔底压力为0.12~0.30MPa。

5、根据权利要求1所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述分馏为二步分馏，第一步，先分馏汽油馏分和柴油馏分，将分馏塔(1)顶部及柴油采出口的温度提高10~50℃，将所述汽油馏分的馏程控制在35~250℃，柴油馏分的馏程控
20 制在170~395℃；所述汽油馏分泵入分馏塔(2)，进行第二次分馏，所述分馏塔(2)下部侧线分离出馏程为70℃~250℃的中间馏分，其顶部蒸馏出馏程为35~150℃的汽油馏分；所述中间馏分与所述馏程为35~150℃的汽油馏分泵入溶剂萃取装置中进行萃取分离，分离出芳烃组分和非芳烃组分。

6、根据权利要求1所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述分馏为二步分馏，第一步，先分馏汽油馏分和柴油馏分，将分馏塔(1)顶部及柴油采出口的温度降低10~50℃，将所述汽油馏分的馏程控制在35~150℃，柴油馏分的馏程控
25 制在70~395℃；所述柴油馏分泵入分馏塔(5)，进行第二次分馏，所述分馏塔(5)下部侧线采出馏程为170~395℃的柴油馏分，其顶部蒸馏出馏程为70~250℃的中间馏分，所述中间馏分与所述馏程为170~395℃的柴油馏分泵入溶剂萃取装置中进行萃取分离，分离出芳烃组分和非芳烃组分。
30

7、根据权利要求1~6中任一项所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述芳烃组分在分馏塔（3）中进行分馏，所述分馏塔（3）顶部分离出高辛烷值汽油

组分，其下部侧线采出重芳烃组分；所述非芳烃组分在分馏塔(4)中进行分馏，所述分馏塔(4)塔顶出料为轻汽油组分；侧线采出轻非芳烃；塔底出料为柴油组分。

8、根据权利要求 1~6 中任一项所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述芳烃组分直接作为高质量汽油使用。

5 9、根据权利要求 7 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述高辛烷值汽油组分与所述轻汽油组分调合。

10、根据权利要求 7 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述重芳烃组分与所述柴油馏分调合。

10 11、根据权利要求 7 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述柴油组分与所述柴油馏分调和。

12、根据权利要求 7 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述轻非芳烃与所述汽油组分调和。

15 13、根据权利要求 7 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述重芳烃组分作为独立产品使用；所述柴油组分加氢精制后作为乙烯原料；所述轻非芳烃作为化工轻油使用。

14、根据权利要求 7 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述高辛烷值汽油组分与所述轻汽油组分以及所述轻非芳烃调和。

技术领域

5 本发明涉及一种催化烃重组处理方法，特别涉及一种催化烃重组制备高质量汽油、柴油及化工轻油的处理方法。

背景技术

10 催化裂化、催化裂解及重油催化裂解技术是炼油的核心技术，催化裂化分为蜡油催化裂化、重油催化裂化；从这些工艺的反再系统生成的油气统称为催化烃，所得催化烃经过加工处理，一般是主分馏塔分馏，可以分馏出干气、液化气、汽油、柴油、重油等产品。

15 随着环保要求的越来越严格，汽油、柴油的标准不断提高，现有的催化烃经过分馏塔分馏的加工处理方法显出以下不足：一个是该处理方法所生产的汽油和柴油的质量有待提高：汽油的烯烃含量偏高，辛烷值偏低，柴油的十六烷值偏低；二是上述处理方法不能同时生产多种标号的汽油，而且产品品种单一；三是所生产的柴油、汽油的比例与市场的需求不匹配，柴油不能满足需求，而汽油供大于求。

20 影响汽油产品质量的主要因素是汽油的烯烃含量及汽油的辛烷值。目前，炼油企业采取增加汽油辛烷值的措施：①增加高辛烷值汽油调合组分，如重整生成油、烷基化油、醚化生成油、异构化生成油等；②采用新型催化剂；③调整催化裂化操作条件；④调整汽油馏程范围。

25 上述措施存在下列问题：①建设投资巨大、操作费用高、规模受到原料的限制，同时存在资源的不合理利用，如重整生成油是生产聚脂的主要原料，大量重整生成油用于高辛烷值汽油调合组分，则加剧了本来就十分紧缺的聚脂原料紧缺程度；②采用新型催化剂，可增加汽油的辛烷值，但是，会导致汽油中的烯烃含量大幅度增加，柴汽比降低；③调整催化裂化操作条件，增加汽油辛烷值的措施，同样会导致汽油中的烯烃含量增加，柴汽比降低；④调整汽油馏程范围，增加汽油辛烷值的措施，调整余度不大，也会导致汽油中的烯烃含量增加。所有通过增加烯烃来增加汽油辛烷值的措施都与执行新的汽油标准相抵触。

30 目前，采取降低烯烃的措施主要是：①采用降烯烃催化剂；②将催化汽油分段进行加氢及非加氢处理；③采用双提升管等汽油回炼技术。

上述措施存在下列问题：①采用降烯烃催化剂，会导致汽油辛烷值明显降低；②催化汽油分段进行加氢及非加氢处理技术，虽然能降低烯烃含量，但汽油的辛烷值



不增加, 该技术投资较大, 同时受氢气资源的限制; ③采用双提升管等汽油回炼技术, 降低烯烃幅度有限, 该技术改造工程及技术难度较大, 同时汽油的辛烷值不增加。

柴油的十六烷值是柴油质量的核心问题, 目前增加催化柴油十六烷值的主要措施是高压加氢及高压加氢组合技术, 经高压加氢及高压加氢组合技术处理后的催化柴油十六烷值有较大幅度提高, 但该技术的建设投资巨大、操作成本很高、受氢气资源限制。

发明内容

本发明的目的之一是提供一种催化烃重组处理方法, 制备高质量汽油和柴油。

本发明的进一步的目的是通过催化烃重组, 同时生产各种标号的汽油和柴油, 也可以增加化工轻油、重芳烃等产品。

本发明的另外目的是提高柴汽比, 满足市场需求。

为实现上述目的, 本发明采取以下技术方案:

一种催化烃重组处理方法, 将催化烃通过分馏塔 1 进行分馏, 其中包括分馏汽油馏分和柴油馏分; 将汽油馏分和柴油馏分进行重新组合, 从所述汽油馏分和柴油馏分之间抽出中间馏分; 其特征在于: 所述中间馏分与汽油馏分泵入溶剂萃取装置中进行萃取分离, 分离出芳烃组分和非芳烃组分。

一种优选方案, 其特征在于: 通过在分馏塔 1 中部增加一个或多个侧线采出口分馏出中间馏分, 分馏塔 1 的塔顶温度为 65~130℃, 柴油出口温度为 170~250℃, 侧线采出口温度为 120~240℃, 塔底温度为 330~385℃; 分馏塔 1 的塔顶压力为 0.15~0.28MPa, 塔底压力为 0.12~0.30MPa; 所述汽油馏分和柴油馏分及中间馏分在所述分馏塔 1 内完成; 所述汽油馏分的馏程控制在 35~150℃, 所述柴油馏分的馏程控制在 170~395℃, 所述中间馏分的馏程控制在 70~250℃。

一种优选方案, 所述分馏为二步分馏, 第一步, 先分馏汽油馏分和柴油馏分, 将分馏塔 1 顶部及柴油采出口的温度提高 10~50℃, 将所述汽油馏分的馏程控制在 35~250℃, 柴油馏分的馏程控制在 170~395℃; 所述汽油馏分泵入分馏塔 2, 进行第二次分馏, 所述分馏塔 2 下部侧线分离出馏程为 70℃~250℃的中间馏分, 其顶部蒸馏出馏程为 35~150℃的汽油馏分; 其特征在于: 所述中间馏分与所述馏程为 35~150℃的汽油馏分共同进入溶剂萃取装置中进行萃取分离, 分离出芳烃组分和非芳烃组分。

一种优选方案, 其特征在于: 所述分馏为二步分馏, 第一步, 先分馏汽油馏分和柴油馏分, 将分馏塔 1 顶部及柴油采出口的温度降低 10~50℃, 将所述汽油馏分的馏程控制在 35~150℃, 柴油馏分的馏程控制在 70~395℃; 所述柴油馏分泵入分馏塔

5, 进行第二次分馏, 所述分馏塔 5 下部侧线采出馏程为 170~395℃的柴油馏分, 其顶部蒸馏出馏程为 70~250℃的中间馏分, 所述中间馏分与所述馏程为 170~395℃的柴油馏分共同进入溶剂萃取装置中进行萃取分离, 分离出芳烃组分和非芳烃组分。

一种优选方案, 其特征在于: 所述一步分馏的过程, 在分馏塔 1 中可以引出 1 个至 4 个侧线采出口, 使中间馏分分为 1 至 4 个物流。

一种优选方案, 其特征在于: 将所述芳烃组分和溶剂进入分馏塔 3 中进行分馏, 所述分馏塔 3 顶部蒸馏出高辛烷值汽油组分, 其下部侧线采出重芳烃组分。

一种优选方案, 其特征在于: 所述非芳烃组分在分馏塔 4 中进行分馏, 所述分馏塔 4 塔顶出料为轻汽油组分; 侧线采出口采出轻非芳烃; 塔底出料为柴油组分。

10 所述柴油馏分与所述馏程为 170~380℃的柴油馏分调合, 提高柴油的十六烷值; 也可以根据市场情况, 调合出一种或多种低凝柴油及非低凝柴油; 该柴油组分加氢精制后作为乙烯原料。

所述轻非芳烃可以与轻汽油组分调合; 也可以作为化工轻油单独使用, 所得化工轻油的芳烃含量很低, 经加氢精制后, 可以作为乙烯裂解的优质原料。

15 所述高辛烷值汽油组分可以与所述轻汽油组分调合。

所述高辛烷值汽油组分与所述轻汽油组分根据设定值进行调合, 得到不同标号的汽油, 如 90 # 汽油、93 # 汽油、97 # 汽油等。

所述芳烃组分也可以直接作为高质量汽油使用。

20 萃取所用溶剂可以是砜类如环丁砜, 甘醇类如四甘醇和五甘醇, 烷酮类如 N-甲基吡咯烷酮, 酰胺类及胺类等, 也可以两种或两种以上溶剂混合使用。

本发明的优点是: 本发明方法所生产的产品均来自催化裂化分馏塔汽油和柴油馏分, 没有其它调合组分参加; 降低汽油的收率; 汽油中芳烃含量提高, 使得汽油的研究法辛烷值提高 2~5 个单位; 汽油的馏程变宽, 由 35~190℃变为 35~203℃; 柴油的收率增加了 5~7 个单位; 柴汽比提高了 0.4~0.8; 柴油的芳烃含量降低, 使其十六烷值提高了 5~7 个单位; 柴油的馏程范围变宽, 由 180~365℃变为 165~365℃; 柴油的闪点降低, 由 75℃变为 56℃; 增加了优质化工轻油产品和重芳烃产品; 由于将汽柴油中间馏分的芳烃、非芳烃出来, 芳烃组分的高辛烷值组分与汽油馏分调合后可调出不同比例的 90 #、93 # 及 97 # 汽油, 工厂可以根据市场情况灵活调整生产方案; 本发明方法可使催化汽油在不需要高辛烷值组分调合后, 就可直接出厂, 节省了高辛烷值组分, 特别是重整生成油, 又是轻芳烃的主要来源; 与其它方法相比, 本发明方法只需要在原有的催化裂化装置的基础上, 增加一个萃取塔及若干个分馏塔, 即可实现提高汽油和柴油的质量, 还可以同时生产不同标号的汽油和柴油, 建设投资小、建设

周期短、操作简单、操作费用低；可以在较短时间内改善柴汽比不能满足需要的现状。

附图说明

图 1 为本发明一实施例的流程示意图；

图 2 为本发明另一实施例的流程示意图；

5 图 3 为本发明又一实施例的流程示意图。

附图是本发明的催化烃重组处理过程的示意图，图中的一些辅助设备如分离罐、泵、各种冷换设备等未标出，但这对本领域普通技术人员是公知的。

下面通过具体实施方式对本发明做进一步说明，但并不意味着对本发明保护范围的限制。

10 具体实施方式

对比例 1

将石蜡基催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LCS 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 110℃，柴油出口温度为 190℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.11MPa，塔底压力为 0.12MPa，分馏
15 得到干气、液化气、汽油、柴油、重油馏分等。

实施例 1

如图 1 所示，将石蜡基催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LCS 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为
20 0.12Mpa；在分馏塔 1 的中部增加一个侧线采出口，用于切割中间馏分，侧线采出口温度为 190℃，中间馏分的馏程范围为 120~210℃，所得中间馏分与所得汽油馏分泵入萃取装置进行溶剂萃取分离，所用溶剂为环丁砜，萃取温度为 80℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 4.8，分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分和溶剂在中间部位进入分馏塔 3 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~165℃，
25 分馏压力为 0.04~0.20MPa，下部进汽提水，塔顶馏分为高辛烷值的汽油组分，下部侧线采出口为重芳烃组分，塔底出料作为循环溶剂；所得非芳烃组分在中间部位进入分馏塔 4 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 100~135℃，压力为 0.15~0.25MPa，塔顶出料为轻汽油组分；侧线采出口采出轻非芳烃；塔底出料为柴油组分；所得柴油组分全部与柴油馏分调合；所得轻非芳烃的 50%作为化工轻油使用；轻非芳烃的另 50%
30 与所得全部高辛烷值汽油组分和轻汽油组分调合。

对比例 2

将中间基常渣重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂

作用下产生催化烃，所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 110℃，柴油出口温度为 190℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.11MPa，塔底压力为 0.12MPa，分馏得到干气、液化气、汽油、柴油、重油馏分等。

实施例 2

5 将中间基常渣重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa；在分馏塔 1 的中部增加三个侧线采出口，用于切割中间馏分，从上到下三个侧线采出口温度依次为 170、180、190℃，中间馏分的馏程范围分别为 80~120℃、
10 120~165℃、165~220℃，所得三个馏程的中间馏分和汽油馏分泵入三个相同的萃取装置进行溶剂萃取分离，所用溶剂为四甘醇，萃取温度为 85℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 3.1，分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分合并后和溶剂在中间部位进入分馏塔 3 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~180℃，分馏压力为 0.04~0.20MPa，下部进汽提水，塔顶馏分为高辛烷值汽油组分，下部侧线
15 采出口为重芳烃组分，塔底出料作为循环溶剂；所得非芳烃组分合并后在中间部位进入分馏塔 4 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 100~135℃，压力为 0.15~0.25MPa，塔顶出料为轻汽油组分；侧线采出口采出轻非芳烃；塔底出料为柴油组分；所得柴油组分加氢精制后作为乙烯原料；所得轻非芳烃与轻汽油组分调合；所得高辛烷值汽油组分全部与轻汽油组分调合。

20 对比例 3

将环烷基重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 110℃，柴油出口温度为 190℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.11MPa，塔底压力为 0.12MPa，分馏得到干气、液化气、汽油、柴油、重油馏分等。

25 实施例 3

将环烷基重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.18MPa，塔底压力为 0.25Mpa；在分馏塔 1 的中部增加二个侧线采出口，用于切割中间馏分，从上到下二个侧线采出口
30 口温度依次为 180、190℃，中间馏分的馏程范围分别为 80~165℃、165~220℃，所得二个馏程的中间馏分分别与汽油馏分混合后泵入两个相同的萃取装置进行溶剂萃取分离，所用溶剂为 N-甲酰基吗啉，萃取温度为 85℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重

量比（溶剂/进料）为 3.1，分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分合并后在中间部位进入分馏塔 3 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~180℃，分馏压力为 0.04~0.20MPa，下部进汽提水，塔顶馏分为高辛烷值组分，下部侧线采出口为重芳烃组分，塔底出料作为循环溶剂；所得非芳烃组分合并后和溶剂在中间部位进入分馏塔 4 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 100~135℃，压力为 0.15~0.25MPa，塔顶出料为轻汽油组分；侧线采出口采出轻非芳烃；塔底出料为柴油组分；所得柴油组分全部与柴油馏分调合；所得轻非芳烃作为化工轻油使用；所得高辛烷值汽油组分与轻汽油组分调合；所得重芳烃组分与所得柴油馏分调和。

对比例 4

10 将 50%的石蜡基重油和 50%的中间基重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 110℃，柴油出口温度为 190℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.11MPa，塔底压力为 0.12MPa，分馏得到干气、液化气、汽油、柴油、重油馏分等。

15 实施例 4

如图 2 所示，将环烷基重油催化裂化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 140℃，柴油出口温度为 220℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa，将所述汽油馏分 1 的馏程控制在 35~240℃，柴油馏分的馏程控制在 240~385℃；所述汽油馏分 1 泵入分馏塔 2，进行第二次分馏，分馏塔 20 2 塔顶温度为 80℃，中间馏分出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa，所述分馏塔 2 底部分离出馏程为 110℃~210℃的中间馏分，其顶部分离出馏程为 35~110℃的汽油馏分。中间馏分与汽油馏分一起泵入萃取装置塔进行溶剂萃取分离，所用溶剂为 50%的 N-甲基吡咯烷酮和 50%的四甘醇，25 萃取温度为 80℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 3.3，分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分和溶剂在中间部位进入分馏塔 3 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~180℃，分馏压力为 0.04~0.20MPa，下部进汽提水，塔顶馏分为高辛烷值汽油组分，下部侧线采出口为重芳烃组分，塔底出料作为循环溶剂；所得非芳烃组分在中间部位进入分馏塔 4 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 100~135℃，压力为 0.15~0.25MPa，塔顶出料为轻汽油组分；侧线采出口采出轻非芳烃；塔底出料为柴油组分；所得高辛烷值汽油组分与轻汽油组分调合成 93#汽油；所得柴油组分与柴油馏分调合成 5#柴油；所得轻非芳烃作为化工轻油使用。

对比例 5

将石蜡基重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LBO-16 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 110℃，柴油出口温度为 190℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.11MPa，塔底压力为 0.12MPa，分馏得到干气、液化气、汽油、柴油、重油馏分等。

实施例 5

如图 3 所示，将石蜡基重油催化裂化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LBO-16 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 90℃，柴油出口温度为 180℃，塔底温度为 340℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa，将所述汽油馏分的馏程控制在 35~120℃℃，柴油馏分 1 的馏程控制在 120~355℃；所述汽油馏分 1 泵入分馏塔 5，进行第二次分馏，分馏塔 5 塔顶温度为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa，所述分馏塔 5 顶部分离出馏程为 80℃~240℃的中间馏分，其底部分离出馏程为 240~380℃的柴油馏分。所得中间馏分与所得汽油馏分泵入萃取塔进行溶剂萃取分离，所用溶剂为 N-甲基吡咯烷酮，萃取温度为 66℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 3.3，分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分和溶剂在中间部位进入分馏塔 3 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~180℃，分馏压力为 0.04~0.20MPa，下部进汽提水，塔顶馏分为高辛烷值汽油组分，下部侧线采出口为重芳烃组分，塔底出料作为循环溶剂；所得非芳烃组分在中间部位进入分馏塔 4 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 100~150℃，压力为 0.15~0.25MPa，塔顶出料为轻汽油组分；侧线采出口采出轻非芳烃；塔底出料为柴油组分；所得柴油组分加氢精制后作为乙烯原料；所得高辛烷值汽油组分与轻汽油组分调合；所得轻非芳烃作为化工轻油使用。

对比例 6

将掺渣比为 60 的石蜡基重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 110℃，柴油出口温度为 190℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.11MPa，塔底压力为 0.12MPa，分馏得到干气、液化气、汽油、柴油、重油馏分等。

实施例 6

将掺渣比为 60 的石蜡基重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LCS 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为

0.12Mpa; 在分馏塔 1 的中部增加一个侧线采出口, 用于切割中间馏分, 侧线采出口温度为 180℃, 中间馏分的馏程范围为 140~240℃, 所得中间馏分与所得汽油馏分泵入萃取装置进行溶剂萃取分离, 所用溶剂为五甘醇, 萃取温度为 100℃, 萃取压力为 0.4MPa, 溶剂重量比 (溶剂/进料) 为 2.9, 分离出芳烃组分和非芳烃组分; 所得芳

5 烃组分直接作为高质量汽油使用; 所得非芳烃组分在中间部位进入分馏塔 4 中, 进行蒸馏分离, 分馏温度为 100~150℃, 压力为 0.15~0.25MPa, 塔顶出料为轻非芳烃, 塔底出料为柴油组分; 所得柴油组分全部与柴油馏分调合; 所得轻非芳烃作为化工轻油使用。

下面将对比例所得产品和实施例所得产品的收率及性能列表如下：

表 1：对比例 1 与实施例 1 产品收率比较

产品分布	对比例 1	实施例 1	变化量
干气, m%	4.7	4.7	0
液化气, m%	11.25	11.25	0
汽油, m%	39.09	31.32	-8.58
柴油, m%	40.71	46.53	5.82
焦炭, m%	3.99	3.99	0
油浆, m%	0	0	0
化工轻油, m%	0	1.95	1.95
损失, m%	0.3	0.3	0

表 2：对比例 1 与实施例 1 产品性能比较

品分布	对比例 1	实施例 1	变化量
汽油中的芳烃含量, v%	23.1	36.1	13
汽油辛烷值	90.2	92.6	2.4
汽油的密度, kg/m ³	718	732	14
汽油馏程范围, °C	36~171	36~204	-
汽油烯烃含量, v%	42.7	38.9	-3.8
汽油的干点, °C	171	204	33
柴油中的芳烃含量, v%	48.2	39	-9.2
柴油十六烷值	38	43	5
柴油的密度, kg/m ³	847	829	-18
柴油馏程范围, °C	181~346	167~346	-
柴油的闪点, °C	71	57	-14
化工轻油馏程范围, °C		120~171	-
化工轻油密度, kg/m ³		683	-
化工轻油中的芳烃含量, v%		2.1	-
化工轻油中的烯烃含量, v%		23	-

表 3: 对比例 2 与实施例 2 产品收率比较

产品分布	对比例 2	实施例 2	变化量
干气, m%	6	6	0
液化气, m%	9.5	9.5	0
汽油, m%	41.5	35.93	-5.57
柴油, m%	23	21.37	-1.63
焦炭, m%	9	9	0
油浆, m%	9	9	0
柴油组分, m%	0	8.1	8.1
重芳烃组分, m%	0	0.8	0.8
损失, m%	2	0.3	0

表 4: 对比例 2 与实施例 2 产品性能比较

产品分布	对比例 2	实施例 2	变化量
汽油中的芳烃含量, v%	29	38	9
汽油辛烷值	91	93.1	2.1
汽油的密度, kg/m ³	738	749	11
汽油馏程范围, °C	35~182	36~204	-
汽油烯烃含量, v%	58	42.3	-15.7
汽油的干点, °C	182	203	32
柴油中的芳烃含量, v%	56	57	1
柴油十六烷值	30	29.5	-0.5
柴油的密度, kg/m ³	886	889	3
柴油馏程范围, °C	182~352	203~346	-
柴油的闪点, °C	75	76	1
柴油组分馏程范围, °C		165~205	-
柴油组分密度, kg/m ³		789	-
重芳烃组分馏程范围, °C		80~171	-
重芳烃组分密度, kg/m ³		845	-
重芳烃组分的芳烃含量, m%		98.2	-

表 5: 对比例 3 与实施例 3 产品收率比较

产品分布	对比例 3	实施例 3	变化量
干气, m%	3.65	3.65	0
液化气, m%	11.76	11.76	0
汽油, m%	35.98	28.27	-7.71
柴油, m%	36.65	44.36	7.71
焦炭, m%	8.02	8.02	0
油浆, m%	3.75	3.75	0
损失, m%	0.24	0.3	0

表 6: 对比例 3 与实施例 3 产品性能比较

产品分布	对比例 3	实施例 3	变化量
汽油中的芳烃含量, v%	21	36.9	15.9
汽油辛烷值	89	92	3
汽油的密度, kg/m^3	723	735	12
汽油馏程范围, $^{\circ}\text{C}$	35~203	36~204	-
汽油烯烃含量, v%	29	36	7
汽油的干点, $^{\circ}\text{C}$	203	204	1
柴油中的芳烃含量, v%	51	40	-11
柴油十六烷值	29	35	6
柴油的密度, kg/m^3	887	852	-35
柴油馏程范围, $^{\circ}\text{C}$	203~349	165~346	-
柴油的闪点, $^{\circ}\text{C}$	85	56	-29

表 7: 对比例 4 与实施例 4 产品收率比较

产品分布	对比例 4	实施例 4	变化量
干气, m%	6.2	6.2	0
液化气, m%	29.1	29.1	0
汽油, m%	45.6	33.5	-12.1
柴油, m%	16.3	21.7	5.4
焦炭, m%	8.1	8.1	0
油浆, m%	0.2	0.2	0
化工轻油, m%	0	6.7	6.7
损失, m%	0.5	0.5	0

表 8: 对比例 4 与实施例 4 产品性能比较

产品分布	对比例 4	实施例 4	变化量
汽油中的芳烃含量, v%	33	38.5	19.5
汽油辛烷值	92.3	97	4.7
汽油的密度, kg/m ³	741	756	22
汽油馏程范围, °C	35~192	35~204	-
汽油烯烃含量, v%	59	51	-8
汽油的干点, °C	190	204	14
柴油中的芳烃含量, v%	52	39	-13
柴油十六烷值	32	39	7
柴油的密度, kg/m ³	887	852	-35
柴油馏程范围, °C	203~363	165~363	-
柴油的闪点, °C	75	56	-19
化工轻油馏程范围, °C		100~165	-
化工轻油密度, kg/m ³		682	-
化工轻油中的芳烃含量, v%		2.9	-
化工轻油中的烯烃含量, v%		58	-

表 9：对比例 5 与实施例 5 产品收率比较

产品分布	对比例 5	实施例 5	变化量
干气, m%	4.21	4.21	0
液化气, m%	12.61	12.61	0
汽油, m%	47.04	37.02	-10.02
柴油, m%	22.82	29.67	6.85
焦炭, m%	7.42	7.42	0
油浆, m%	5.55	5.55	0
化工轻油, m%	0	3.17	3.17
损失, m%	0.35	0.35	0

表 10：对比例 5 与实施例 5 产品性能比较

产品分布	对比例 5	实施例 5	变化量
汽油中的芳烃含量, v%	19	38.5	19.5
汽油辛烷值	89	93	4
汽油的密度, kg/m ³	734	756	22
汽油馏程范围, °C	35~190	36~204	-
汽油烯烃含量, v%	33.33	34.6	1.27
汽油的干点, °C	190	204	14
柴油中的芳烃含量, v%	52	39	-13
柴油十六烷值	32	39	7
柴油的密度, kg/m ³	887	852	-35
柴油馏程范围, °C	203~363	165~363	-
柴油的闪点, °C	75	56	-19
化工轻油馏程范围, °C		100~165	-
化工轻油密度, kg/m ³		682	-
化工轻油中的芳烃含量, v%		2.9	-
化工轻油中的烯烃含量, v%		29	-

表 11: 对比例 6 与实施例 6 产品收率比较

产品分布	对比例 6	实施例 6	变化量
干气, m%	10.2	10.2	0
液化气, m%	38.9	38.9	0
汽油, m%	32.5	25.2	-7.3
柴油, m%	10.4	14.2	3.8
焦炭, m%	7.9	7.9	0
油浆, m%	0.2	0.2	0
重芳烃组分, m%	0	3.5	3.5
损失, m%	0.3	0.3	0

表 12: 对比例 6 与实施例 6 产品性能比较

产品分布	对比例 6	实施例 6	变化量
汽油中的芳烃含量, v%	36	41.1	5.1
汽油辛烷值	92.7	93.9	1.2
汽油的密度, kg/m ³	748	762	14
汽油馏程范围, °C	35~195	35~204	-
汽油烯烃含量, v%	56	58	-2
汽油的干点, °C	195	204	9
柴油中的芳烃含量, v%	56	41	-15
柴油十六烷值	26	34	8
柴油的密度, kg/m ³	891	860	-31
柴油馏程范围, °C	203~356	165~356	-
柴油的闪点, °C	81	56	-25
重芳烃组分馏程范围, °C		204~240	-
重芳烃组分密度, kg/m ³		849	-
重芳烃组分的芳烃含量, m%		97.9	-

- 柴油中的芳烃含量用 GB11132-2002 方法测试; 汽油辛烷值用 GB/T5487 测试;
- 5 汽油的密度用 GB/T1884-1885 测试; 汽油馏程范围用 GB/T6536 测试; 汽油烯烃含量用 GB11132-2002 方法测试; 柴油中的烯烃含量用 GB11132-2002 方法测试; 柴油十六烷值用 GB/T386 测试; 柴油的密度用 GB/T1884-1885 测试; 柴油馏程范围

用 GB/T6536 测试；柴油的闪点用 GB/T 261 测试；化工轻油（轻非芳烃）馏程范围用 GB/T6536 测试；化工轻油密度用 GB/T1884—1885 测试；化工轻油中的芳烃含量用 GB11132—2002 方法测试；化工轻油中的烯烃含量用 GB11132—2002 方法测试。

03-1107

说明书附图

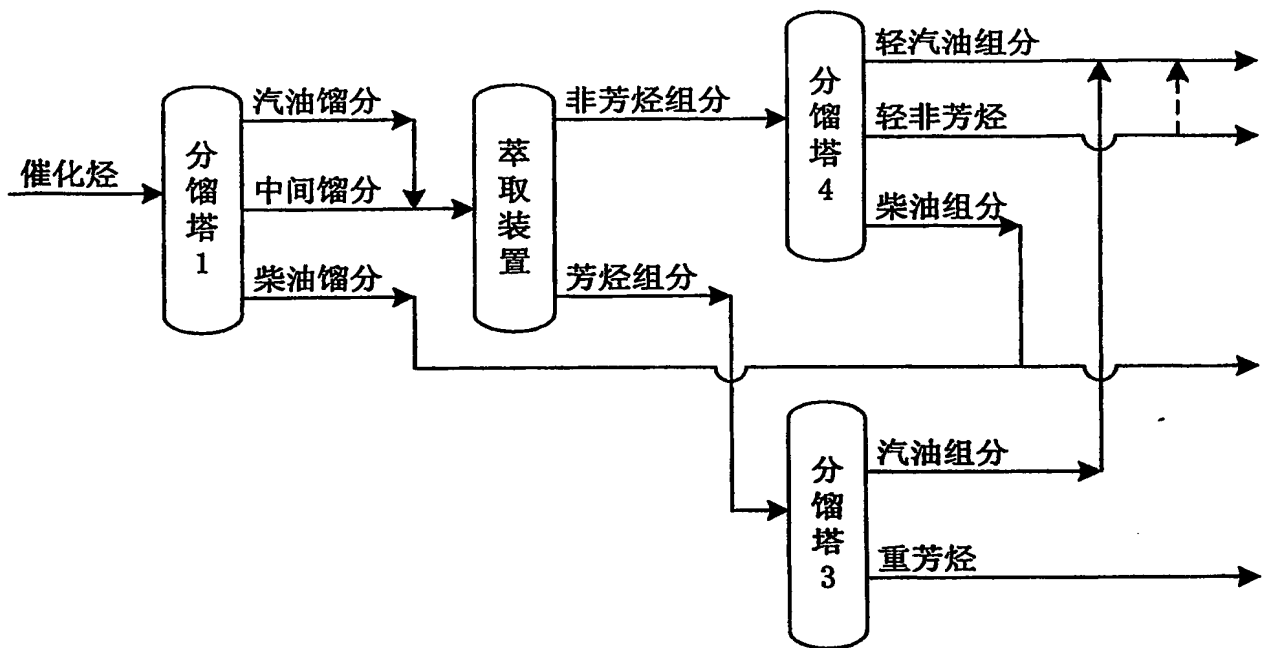


图 1

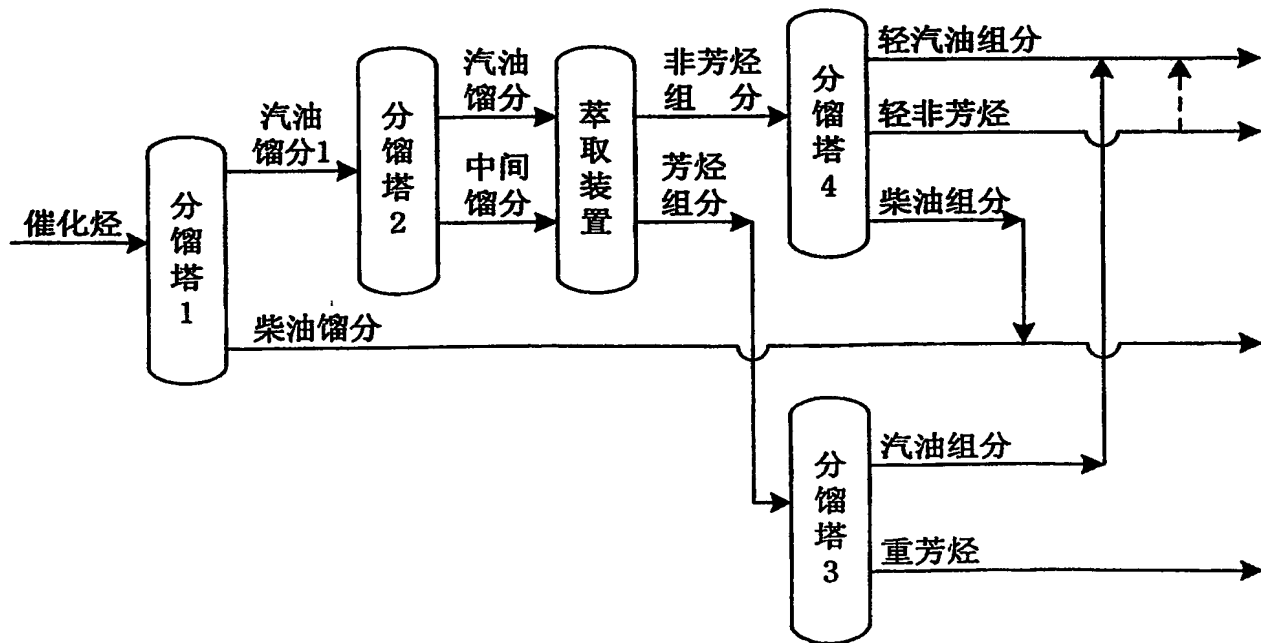


图 2

说明书附图

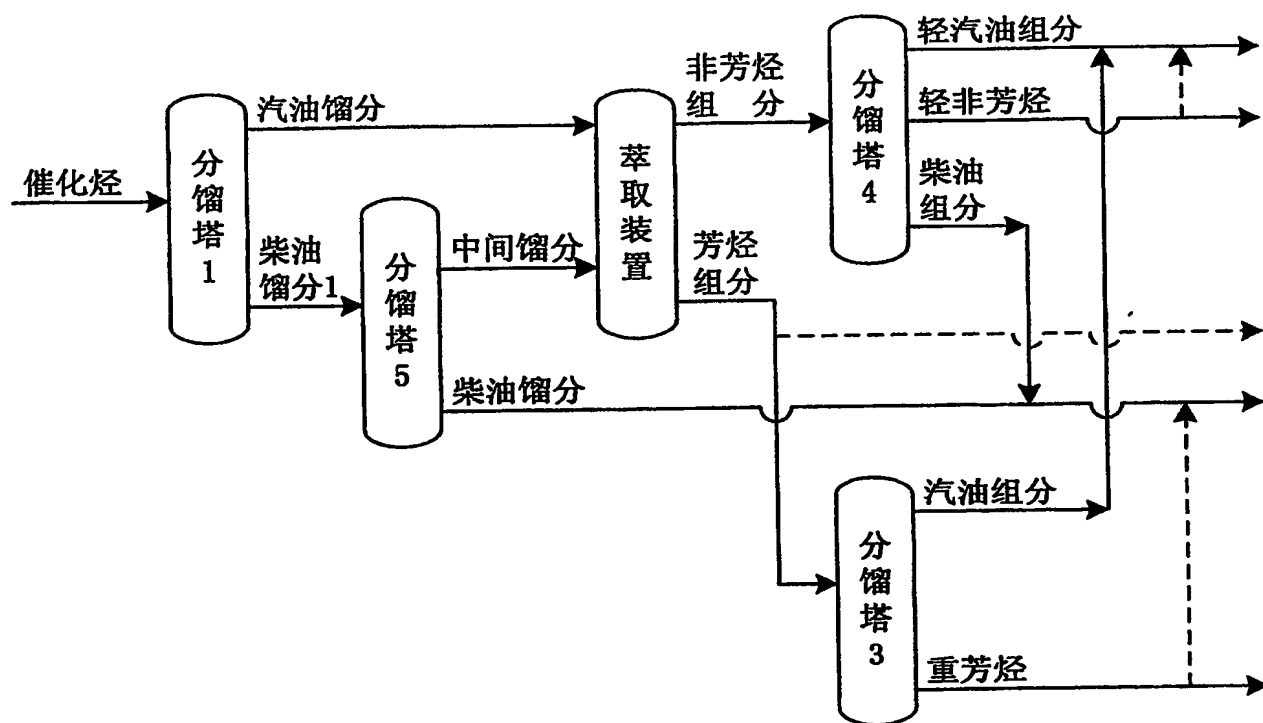


图 3

**This Page is Inserted by IFW Indexing and Scanning
Operations and is not part of the Official Record**

BEST AVAILABLE IMAGES

Defective images within this document are accurate representations of the original documents submitted by the applicant.

Defects in the images include but are not limited to the items checked:

- ☐ BLACK BORDERS
- ☐ IMAGE CUT OFF AT TOP, BOTTOM OR SIDES
- ☐ ~~FADED~~ TEXT OR DRAWING
- ☒ BLURRED OR ILLEGIBLE TEXT OR DRAWING
- ☐ SKEWED/SLANTED IMAGES
- ☐ COLOR OR BLACK AND WHITE PHOTOGRAPHS
- ☐ GRAY SCALE DOCUMENTS
- ☒ LINES OR MARKS ON ORIGINAL DOCUMENT
- ☐ REFERENCE(S) OR EXHIBIT(S) SUBMITTED ARE POOR QUALITY
- ☐ OTHER: _____

IMAGES ARE BEST AVAILABLE COPY.

As rescanning these documents will not correct the image problems checked, please do not report these problems to the IFW Image Problem Mailbox.